Archive of SID

مجموعه مقالات هشتمین همایش ملی مبدل گرمایی
دوم دی ماه ۱۳۹۵، ایران، تهران، مرکز همایش‌های صدا و سیما
۰۹۱۹۷۵۵۶۴۲۴ – (۰۲۱) ۸۸۶۷۱۶۷۶
مجریان: انجمن علمی مهندسی حرارتی و برودتی ایران و هم اندیشان انرژی کیمیا
ثبت شده در پایگاه استنادی جهان اسلام ISC
www.Mobadel.ir

DEMO
DEMO

شبیه سازی و بهینه سازی فرایند تصفیه اتان واحد الفین بکمک نرم افزار Aspen Hysys 8.8

پگاه کرمی: دانشجوی کارشناسی ارشد مهندسی شیمی، فرآیند های جداسازی، دانشگاه آزاد اسلامی واحد ماهشهر، دانشکده مهندسی شیمی، ماهشهر، ایران
مسعود آقاجانی : دکتری مهندسی شیمی، عضو هیئت علمی گروه مهندسی گاز دانشگاه صنعت نفت اهواز
Pegahkarami89@gmail.com

www.Mobadel.ir

چکیده:

در این مقاله به شبیه‌سازی و بهینه‌سازی فرایند تصفیه اتان یکی از پتروشیمی‌های منطقه ویژه اقتصادی ماهشهر جهت چهار جریان فرایندی اصلی واحد با استفاده از نرم‌افزار Aspen Hysys-Version 8.8 بهینه‌سازی شده است. در این فرایند با افزودن دو دستگاه انتقال حرارت مقدار برابر ۵۷۸۵۳۱۴۲۴۰۰ کیلو ژول در سال معادل ۵۷۸۵۳۱۴۴۲۰ تومان در سال که در حال حاضر هدر می‌رود به سیستم باز می‌گردد. مزایای بهینه‌سازی در این واحد سبب می شود ۲۹۱۶۱ کیلو ژول در ساعت گاز اتان تصفیه شده با ظرفیت گرمایی ۲/۱۱ کیلو ژول در کیلوگرم بر درجه سانتیگراد درخروجی برج جذب در مبدل حرارتی E-108 تا ۳۰ درجه سانتیگراد گرمتر شده و بار حرارتی پیش گرمکن اتان به مقدار ۱۸۴۵۹۰۰ کیلو ژول در ساعت کاهش می‌یابد. همچنین با استفاده از مبدل حرارتی E-103 در خروجی برج دفع از انرژی گازهای خروجی برج دفع جهت گرم کردن MEA خروجی برج T-2001 استفاده شده است که این خود سبب کاهش بار حرارتی کولر بعد از آن به میزان ۷۷۰۶۰ کیلو ژول در ساعت می‌شود و در نتیجه دبی جرمی آب خنک کننده کولر کاهش می‌یابد.

واژگان کلیدی: بهسازی فرایند، تصفیه اتان، آمین، برج جذب، برج دفع

www.SID.ir

Archive of SID

مجموعه مقالات هشتمین همایش ملی مبدل گرمایی
دوم دی ماه ۱۳۹۵، ایران، تهران، مرکز همایش‌های صدا و سیما
۰۹۱۹۷۵۵۶۴۲۴ - (۰۲۱) ۸۸۶۷۱۶۷۶
مجریان: انجمن علمی مهندسی حرارتی و برودتی ایران و هم اندیشان انرژی کیمیا
ثبت شده در پایگاه استنادی جهان اسلام ISC
www.Mobadel.ir

۱-مقدمه :

شبیه سازی و بهینه سازی فرایندها در علم مهندسی شیمی بکمک نرم افزارهای شبیه ساز همواره مدنظر بوده است. یکی از واحدهایی که بهسازی و افزایش راندمان در آن بسیار حائز اهمیت می باشد و تقریبا در همه جای صنعت کاربرد دارد واحد تصفیه گاز و شیرین سازی آن است[۲]. یکی از متداولترین روشها جهت شیرین سازی گاز ترش استفاده از محلولهای آمین میباشد. در صنعت جهت جداسازی H_2S و CO_2 از گاز طبیعی از برجهای جذب سینی دار استفاده می شود که محلولهای آمین در این برجها گازهای اسیدی را از گاز طبیعی جدا می نمایند از آنجائیکه وجود این قبیل ترکیبات اسیدی موجود در گاز ترش سبب خاصیت خورندگی می شود باید قبل از ورود گاز طبیعی به خط لوله از حذف شدن آنها اطمینان حاصل کرد. این عمل معمولا با استفاده از محلولهای آبی آلکانول آمینها به عنوان محلول نظیف کننده با حذف ترکیبات اسیدی سولفید هیدروژن و دی اکسید کربن از گاز طبیعی جهت شیرین سازی گاز ترش صورت می گیرد.گازهای جذب شده بر روی آمین از محلول آمین جدا شده بطوریکه میتوان از محلول آمین مجددا استفاده نمود. آمینها به اندازه کافی قوی نیستند که بتوانند تمام مرکاپتانهای اتیل و متیل را از جریان گاز مایع حذف کنند؛ در نتیجه حلالهای شیمیایی (آمینها) زمانی برای شیرین سازی جریان گازی بکار میروند که ناخالصیهای اصلی موجود و مشکل زا سولفید هیدروژن و دی اکسید کربن باشند[۳]. خانواده آلکانول آمین ها که در صنعت شیرین سازی گاز بکار می روند به ترتیب ساختار مولکولی چنین می باشند :

- مونواتانول آمین (MEA : $HO\text{-}C_2H_4\text{-}NH_2$)
- دی اتانول آمین { DEA : ($HO\text{-}C_2H4)_2$=NH }
- تری اتانول آمین (TEA : ($HO\text{-}C_2H4)_3$=N)
- دی گلا یکول آمین (DGA : $HO\text{-}C_2H_4\text{-}O\text{-}C_2H_4\text{-}NH_2$)
- دی ایزو پروپانول آمین { DIPA : ($HO\text{-}C_3H_6)_2$=NH) }
- متیل دی اتانول آمین { MDEA : ($HO\text{-}C_2H_4)_2$=N-CH_3) } [۸]

بخش بزرگی از گاز طبیعی شیرین شده خوراک صنعت پتروشیمی می گردد غلظت بیش از حد استاندارد گاز های اسیدی فرآیند های پتروشیمیایی را با اختلال مواجه می کند. یک مولکول آمین حداقل دارای یک گروه هیدروکسیل و یک گروه آمین است.گروه هیدروکسیل باعث کاهش فشار بخار و به افزایش حلالیت در آب کمک میکند و گروه آمین خاصیت قلیایی برای حذف گازهای اسیدی را در محلولهای آبی بوجود می آورد[۵]. کیفیت تاثیر آمینها در جذب هر دو گاز اسیدی به خاصیت بازی بستگی دارد و میزان خاصیت بازی آمینها متفاوت است. حلال مناسب تابع عواملی ازقبیل: قدرت بالای حلالیت گازهای اسیدی، برگشت پذیری آسان واکنش بین حلال و عامل اسیدی، فشار بخار حلال، درجه خورندگی حلال، هزینه خرید حلال، ویسکوزیته حلال (اقتصادی بودن هزینه پمپاژ و انتقال) می باشد. از نظر خواص عمومی منجمله غیر سمی، غیر قابل احتراق، از نظر شیمیایی پایدار و نقطه شروع انجماد پایین هم بسیار مهم می باشد، تا کنون تجربه های عملیاتی ثابت کرده است که خانواده آلکانول آمین ها مجموعه خواص مذکور را دارا می باشند[۴].

www.SID.ir

Archive of SID

مجموعه مقالات هشتمین همایش ملی مبدل گرمایی
دوم دی ماه ۱۳۹۵، ایران، تهران، مرکز همایش‌های صدا و سیما
۰۹۱۹۷۵۵۶۴۲۴ - (۰۲۱) ۸۸۶۷۱۶۷۶
مجریان: انجمن علمی مهندسی حرارتی و برودتی ایران و هم اندیشان انرژی کیمیا
ثبت شده در پایگاه استنادی جهان اسلام ISC
www.Mobadel.ir

۲-شرح فرایند :

خوراک اتان واحد که از B.L واحد (Battery limit) تامین میشود که شامل بیش از 0.82% حجمی CO_2 می باشد بعلت اینکه خوراک حاوی مقادیر زیادی از CO_2 می باشد یک پروسس شستشوی شیمیائی جهت حذف CO_2 با حلال مونواتانول آمین (MEA) در نظر گرفته شده است. [۶]

۲-۱-حذف CO_2 از خوراک گازی اتان:

در واحد شستشو با MEA جریان اتان عاری از CO_2 می گردد، بطور یکه درصد آن تقریبا به 50 ppm حجمی میرسد محلول MEA سبک از سینی ۲۲ وارد برج شستشو با MEA (T-2001) شده و جهت جدا سازی گاز اسیدی بطرف پایین جریان می یابد تر کیبات ترش نیز بوسیله جذب شیمیائی از اتان جدا می گردد.در بالای برج نیز ، مقادیر جزئی حلال از طریق شستشو با BFW در روی چهار سینی اضافی از گاز خالص سازی شده جدا می شود گاز اتان خروجی از برج T-2001 تحت فشار ۱۷ bar با گازهای بر گشتی از واحد اتیلن مخلوط شده و و تا دمای ۵۰ درجه در پیش گرم کن اتان بر گشتی (E-2113) گرم می شود سپس به کورهای کراکینگ ارسال می گردد. فشار جریان اتانی که از battery limit می آید در دمای ۳۷درجه توسط PIC-20107 (فشار Overhead برج T-2001) کنترل شده و این جریان وارد بخش پایینی برج جذب T-2001 می گردد تمامی عملیات تحت فشار ۱۷bar انجام می گیرد. گاز اتان بصورت جریان نا همسو با محلول MEA سبک که از بالای سینی ۲۲ وارد شده وبطرف پایین می آید، بسمت بالا جریان می یابد. محلول MEA سبک از طریق پمپ MEA سبک P-2071A/B وارد برج می گردد . مقدار جریان MEA سبک نیز توسط (FIC-20111) در دمای ۴۵ درجه کنترل می گردد. CO_2 موجود در جریان گازی اتان که از B.L واحد Battery limit می آید ، در محل جذب خود یک واکنش بر گشت پذیر با محلول MEA برقرار می کند. در نتیجه بطور مرتب و پی در پی گاز جریان یافته بسمت بالا ، عاری از هر گونه CO_2 شده وازطرف دیگر محلول MEA جریان یافته بسمت پایین برج انباشته از CO_2 خواهد شد. در نقطه تزریق محلول MEA سبک به برج نیز ۴ سینی تعبیه شده است . در این قسمت گاز مجددا با BFW (Boiler feed water) شستشو داده میشود تا همه محلول باقیمانده در گاز بازیافت شود و همچنین اتلاف محلول MEA بحداقل رسیده واز خوردگی تجهیزات مربوط به جریان پایین دستی جلوگیری شود BFW از پمپ کندانس P-5472A/B تامین می گردد و مقدار جریان آن قبل از وارد شدن به برج در قسمت بالائی سینی شماره ۲۶ توسط (FIC-20110) کنترل می گردد برج شستشو با MEA در قسمت بالائی نیز با یک رطوبت گیر یا نم گیر (Demister) تجهیز شده است. بنا براین محصول بالا سری برج، عاری از هر گونه قطرات مایع می گردد. [۶]

۲-۲-احیاء محلول MEA :

محلول آمین انباشته شده که محلول آمین غنی نیز نامیده میشود در برج احیاء MEA احیاء خواهد شد و در آنجا عاری از هرگونه CO_2 خواهد شد و دوباره به برج (T-2001) شستشو با MEA وارد میگردد. در برج احیاء MEA(T-2002)، CO_2 در فشار حدود 0.7bar و در محدوده دمای بین 100C-200C از حلال جدا می شود فشار مورد نظر توسط PIC-20505 کنترل میگردد. گاز عریان ساز (Stripping) مورد نیاز بخار می باشد که در ریبویلر E-2011 از تبخیر بخشی از آب موجود در حلال حا صل می گردد. فشار محلولMEA غنی شده در جریان ورودی مبدل E-2014 (lean/rich MEA) توسطLV-20104 از فشار حدود 14.3 Bar به فشار 0.7 Bar تقلیل می یابد. (در اثر انبساط) در

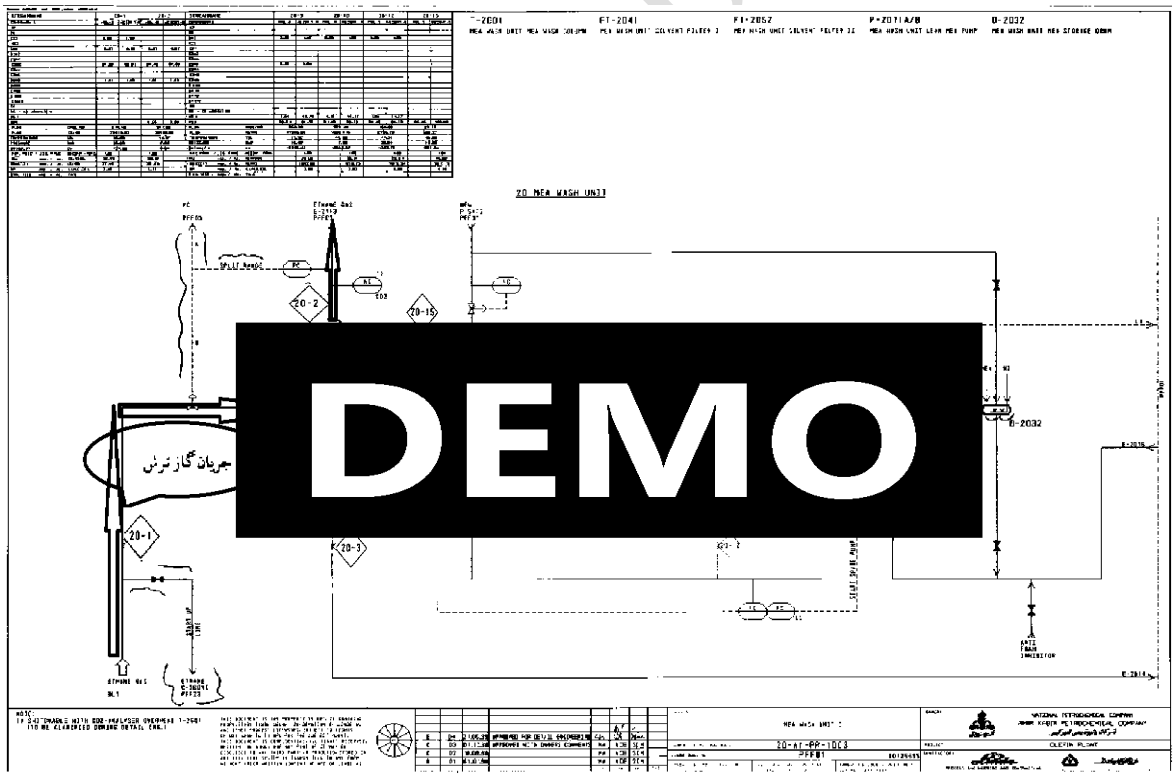
www.SID.ir

Archive of SID

مجموعه مقالات هشتمین همایش ملی مبدل گرمایی
دوم دی ماه ۱۳۹۵، ایران، تهران، مرکز همایش‌های صدا و سیما
۰۹۱۹۷۵۵۶۴۲۴ – (۰۲۱) ۸۸۶۷۱۶۷۶
مجریان: انجمن علمی مهندسی حرارتی و برودتی ایران و هم اندیشان انرژی کیمیا
ثبت شده در پایگاه استنادی جهان اسلام ISC
www.Mobadel.ir

DEMO
DEMO

این فشار قابلیت انحلال CO_2 در محلول MEA بسیار کم است و بنابراین Flash (تبخیر نا گهانی) CO_2 رخ می دهد. در ورودی T-2002 یک جریان دو فازی نشان داده شده است. فاز گازی اساسا از گازهای ترشی sour gas تشکیل شده که به سمت بالا جریان می یابد. فاز مایعی که به سمت پایین حر کت می کند پس از عبور از یک توزیع کننده (Distributer) از میان Packing بالایی می گذرد. (دقیقا از جا ئیکه فاز مایع وارد یک توزیع کننده ثانویه و Packing پایینی می شود و اینکار قبل از جمع شدن آن در Chimney tray در بخش پایینی برج صورت می گیرد محلول MEA مایع که بسمت پایین می اید در بخشهایی از برج که با Packing پر شده است تحت تماس بسیار نزدیکی با گاز عریان ساز (gas Stripping) قرار می گیرد. بطوریکه ترکیبات ترش تقریبا بطور کامل از محلول جدا میشود و وقتی که محلول به Chimney میرسد کاملا از این ترکیبات عاری میگردد. این نکته برای فراهم کردن شرایط لازم جهت عریان سازی (Stripping)کامل و ضروری CO_2 در برج احیاء بسیار حائز اهمیت است تا از رها کردن اضافی CO_2 و نتیجتآ خوردگی در ریبویلر اجتناب شود. محلولMEA سبک در Chimney tray برج T-2002 به سمت ریبویلر E-2011 جریان می یابد و در آنجا بطور جزئی توسط بخار تبخیر شده و سپس به bottcm برج T-2002 هدایت میگردد. بخش مایع، محلول MEA Lean را تشکیل می دهد که وارد T-2001 می گردد. فاز گازی (عمدتا بخار)،گاز عریان سازی است که به سمت بالای برج جریان می یابد و پس از عبور از هر دو پکینگ و مخلوط شدن با Sour gas آزاد شده از خوراک قبل از خروج از برج از ۴ سینی بالایی عبور می کند. [۶]



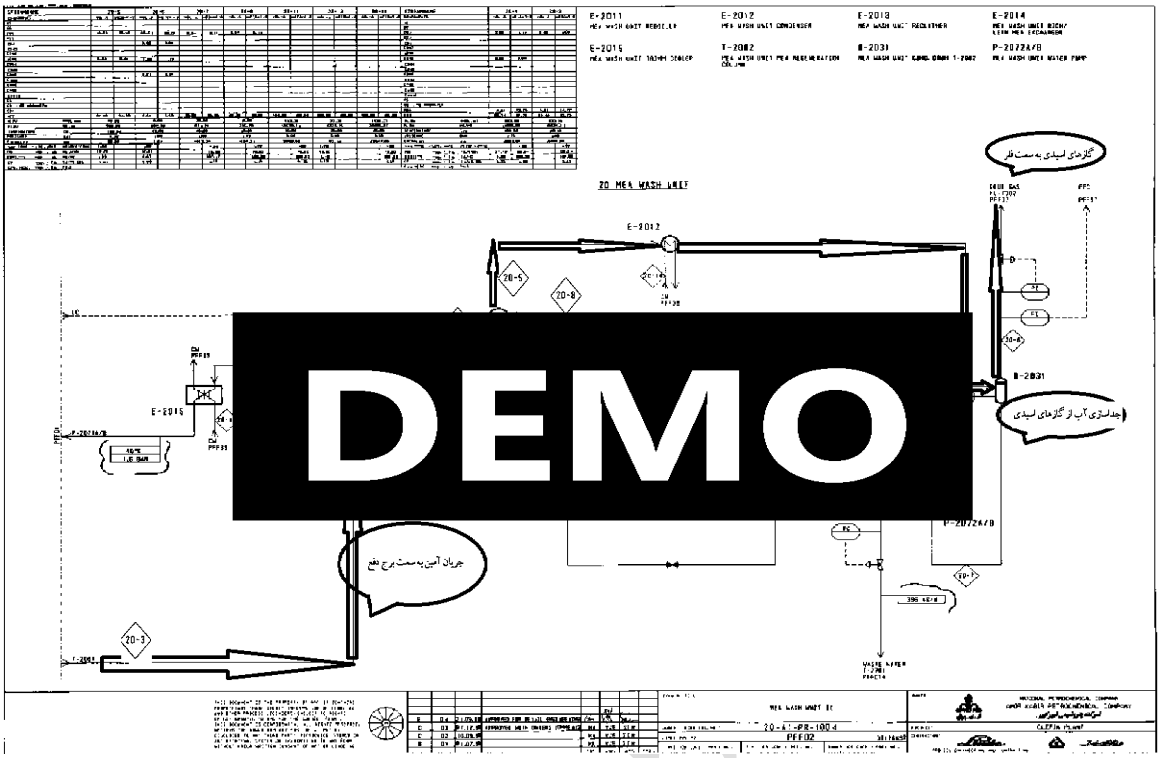
شکل۱–PFD برج جذب فرایند تصفیه گاز واحد گرم کارخانه الفین[۷]

www.SID.ir

Archive of SID

مجموعه مقالات هشتمین همایش ملی مبدل گرمایی
دوم دی ماه ۱۳۹۵، ایران، تهران، مرکز همایش‌های صدا و سیما
۰۹۱۹۷۵۵۶۴۲۴ – (۰۲۱) ۸۸۶۷۱۶۷۶
مجریان: انجمن علمی مهندسی حرارتی و برودتی ایران و هم اندیشان انرژی کیمیا
ثبت شده در پایگاه استنادی جهان اسلام ISC
www.Mobadel.ir

DEMO
DEMO



شکل۲–PFD برج دفع فرایند تصفیه گاز واحد گرم کارخانه الفین[۷]

۲-۳-داده های پروسس در شرایط عملیاتی نرمال :

۲-۳-۱-داده های برج جذب یا برج شستشو با T-2001 درMEA :

مکان / بخش	جریان (Kg/hr)	فشار (bar ,)	دما (درجهٔ سانتیگراد)
PIC-20107 / فشار برج		16.6	
ورودی از / خوراک اتان گازی T-2001 / FI-20102	29419		37
TI-20108 / جریان Over head		16.6	45
TI-20103 / جریان bottom			42
جریان MEA سبک به بخش میانی FIC-20111 / TI-20302	10631		44.5
جریان BFW به بخش بالائی FIC-20110	500		

www.SID.ir

Archive of SID

مجموعه مقالات هشتمین همایش ملی مبدل گرمایی
دوم دی ماه ۱۳۹۵، ایران، تهران، مرکز همایش‌های صدا و سیما
۰۹۱۹۷۵۵۶۴۲۴ - (۰۲۱) ۸۸۶۷۱۶۷۶
مجریان: انجمن علمی مهندسی حرارتی و برودتی ایران و هم اندیشان انرژی کیمیا
ثبت شده در پایگاه استنادی جهان اسلام ISC
www.Mobadel.ir

DEMO
DEMO

Co2 غلظت / AI-20109	50 Vol.ppm
PDI-20106 / افت فشار کل	246 mbar

جدول۱-داده های پروسسی برج شستشو با MEA T-2001 [۶]

۲-۳-۲-داده های برج احیاء MEA T-2002 :

مکان / بخش	جریان(Kg/hr)	فشار (bar ,)	دما (درجهٔ سانتیگراد)
PI-20453 / فشار برج		0.7	
ورودی از / خوراک MEA غنی T-2002 , TI-20303			102
TI-20406 / جریان Over head		0.7	109
TI-20402 / جریان Bottom			120
PDI-20404 / افت فشار کل	42 mbar		

جدول۲-داده های پروسسی برج احیاء MEA T-2002 [۶]

۲-۳-۳- دیگر Data های پروسسی :

مکان / بخش	جریان (Kg/hr)	فشار (bar g)	دما (درجهٔ سانتیگراد)
B.L / خوراک اتان FI20102,PI20162,TI20161	29419	19	39
MEA سبک از FT-2041/52 /FI20160/TI20302	2126		43
MEA سبک ورودی به E-2014 TI-20402			120
MEA سبک خروجی از E-2014 TI-20352			57
MEA سبک ورودی به E-2015 TI-20352			57

www.SID.ir

Archive of SID

مجموعه مقالات هشتمین همایش ملی مبدل گرمایی
دوم دی ماه ۱۳۹۵، ایران، تهران، مرکز همایش‌های صدا و سیما
۰۹۱۹۷۵۵۶۴۲۴ – (۰۲۱) ۸۸۶۷۱۶۷۶
مجریان: انجمن علمی مهندسی حرارتی و برودتی ایران و هم اندیشان انرژی کیمیا
ثبت شده در پایگاه استنادی جهان اسلام ISC
www.Mobadel.ir

DEMO
DEMO CIVILICA

سبک خروجی به E-2015 MEA TI-20302			40
غنی ورودی به E-2014 MEA TI-20103			42
غنی خروجی از E-2014 MEA TI-20303			100.g
در ورودی E-2011 Steam FIC-20405,PIC-20407	1364	3.5	152
گاز ترش خروجی از D-2031 FI-20504,PIC-20505	363	0.6	
FIC-20506 / جریان پساب	396		
غلظت MEA در محلول / AP20157	15 W .%		

جدول۳-دیگر داده های پروسسی[۶]

STREAMNAME	20-1		20-2		STREAMNAME	20-3		20-10		20-12		20-15	
COMPONENTS	MOL-%	WEIGHT-%	MOL-%	WEIGHT-%	COMPONENTS	MOL-%	WEIGHT-%	MOL-%	WEIGHT-%	MOL-%	WEIGHT-%	MOL-%	WEIGHT-%
N2					N2								
CO					CO								
CO2	6.02	1.20			CO2	2.09	4.47	0.69	1.59	0.69	1.50		
H2S					H2S								
CH4	0.97	0.52	0.97	0.52	CH4								
C2H2					C2H2								
C2H4					C2H4								
C2H6													
C3H4													
C3H6													
C3H8													
C4H4													
C4H6													
C4H8													
C4H10													
C5													
C6 - C8 AROMATEN													
C8+												14.77	
H2O											93.73	100.00	100.00
FLOW KMOL/HR										04.69		27.77	
FLOW KG/HR										126.29		500.32	
TEMPERATURE CEL										44.31		45.00	
PRESSURE BAR										25.00		17.60	
ENTHALPY KW										252.75		-327.74	
VAP. FRAC / LIQ. FRAC WEIGHT-FRAC											1.00		1.00
MW vap. / liq. KG/KMOL											20.31		18.02
DENSITY vap. / liq. KG/M3	27.15		22.83		DENSITY vap. / liq. KG/M3		1042.96		1010.28		1010.34		987.19
CP vap. / liq. KJ/KG.CEL	2.15		2.11		CP vap. / liq. KJ/KG.CEL		3.89		3.83		3.09		4.18
DYN. VISC. vap. / liq. PA.S					DYN. VISC. vap. / liq. PA.S								

DEMO

جدول۴– داده های فرایندی برج جذب فرایند تصفیه گاز واحد گرم کارخانه الفین[۷]

www.SID.ir

Archive of SID

مجموعه مقالات هشتمین همایش ملی مبدل گرمایی
دوم دی ماه ۱۳۹۵، ایران، تهران، مرکز همایش‌های صدا و سیما
۰۹۱۹۷۵۵۶۴۲۴ – (۰۲۱) ۸۸۶۷۱۶۷۶
مجریان: انجمن علمی مهندسی حرارتی و برودتی ایران و هم اندیشان انرژی کیمیا
ثبت شده در پایگاه استنادی جهان اسلام ISC
www.Mobadel.ir

DEMO
DEMO
CIVILICA

STREAMNAME	20-5		20-6		20-7		20-8		20-11		20-13		20-14		STREAMNAME	20-4		20-9	
COMPONENTS	MOL-%	WEIGHT-%	MOL-%	WEIGHT-%	MOL-%	WEIGHT-%	MOL-%	WEIGHT-%	MOL-%	WEIGHT-%	MOL-%	WEIGHT-%	MOL-%	WEIGHT-%	COMPONENTS	MOL-%	WEIGHT-%	MOL-%	WEIGHT-%
H2															H2				
CO															CO				
CO2	18.29	35.19	92.27	98.21	0.04	0.11	0.04	0.11							CO2	2.05	4.47	0.89	1.60
H2S															H2S				
CH4			0.02	0.01											CH4				
C2H2															C2H2				
C2H4																			
C2H6	0.33															0.03	0.04		
C3H4																			
C3H6																			
C3H8																			
C4H4																			
C4H6																			
C4H8																			
C4H10																			
C5																			
C6 - C8 AROMATIEN																			
C6+																4.84	13.79	4.81	14.77
H2O	81.43															92.24	81.70	94.40	83.73
FLOW KMOL/HR	43.8															553.98		523.46	
FLOW KG/HR	992.5															11998.00		10831.71	
TEMPERATURE DEL	109.4															100.92		115.48	
PRESSURE BAR	1.X															1.75		1.90	
ENTHALPY KW	92.3															-6059.61		-5447.84	
VAP. FRAC / LIQ. FRAC WEIGHT-FRAC	1.00																1.00		1.00
MW vap. / liq. KG/KMOL	22.78															27.48	20.64		28.31
DENSITY vap. / liq. KG/M3	1.23															1.56	999.38		981.99
CP vap. / liq. KJ/KG.DEL	1.41															1.32	4.00		3.63
DYN. VISC. vap. / liq. PA.S																			

DEMO

جدول۵– داده های فرایندی برج دفع فرایند تصفیه گاز واحد گرم کارخانه الفین[۷]

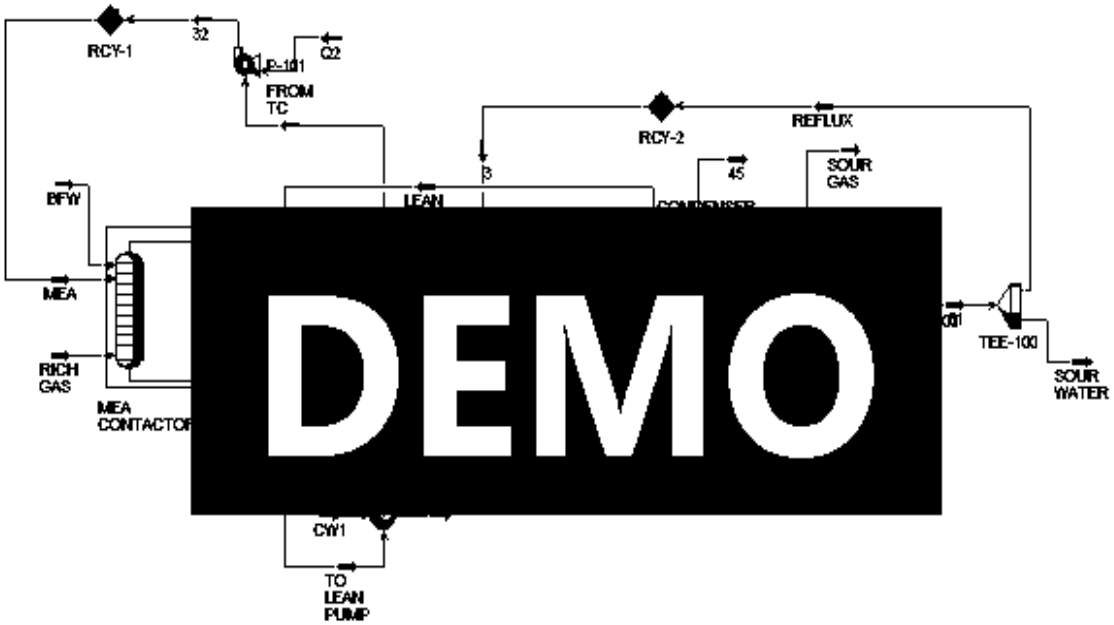
۳-شبیه سازی فرایند :

در این مرحله ابتدا با داده های ترکیب اجزاء جریان و معادله حالت که معمولا معادله آمین برای حالت استفاده از سیال آمین استفاده می شود و نیز داده های عملیاتی از جمله دما و فشار و فلو و ترکیب درصد مولی اجزاء جریان لذا فرایند تصفیه اتان در واحد گرم یکی از کارخانه های الفین منطقه ویژه اقتصادی بندر ماهشهر را بکمک نقشه های فرایندی PFD که توضیحات آن پیشتر ارائه گردید و شرح فرایند واحد مربوطه شبیه سازی می کنیم.

www.Mobadel.ir

www.SID.ir

Archive of SID



شکل۳- شبیه سازی فرایند تصفیه اتان واحد الفین

که نتیجه شبیه سازی در جریان خروجی به شرح زیر می باشد و همانطور که ملاحظه می شود میزان دی اکسید کربن به حداقل مقدار خود رسیده است که همان هدف مطلوب فرایند واحد می باشد.

Stream Name	**LEAN GAS**
Vapour / Phase Fraction	1.0000
Temperature [C]	45.32
Pressure [kPa]	1760
Molar Flow [	971.8
Mass Flow [k	.916e+004
Std Ideal Liq	81.52
Molar Entha	.411e+004
Molar Entrop	214.2
Heat Flow [kJ/h]	2.343e+007
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	80.71
Fluid Package	*Basis-1*

DEMO

جدول۶-نتایج شرایط عملیاتی گاز خروجی

	LiqVol Fractions
CO2	0.0000
Methane	0.0062
Ethane	0.9821
Propane	0.0105
H2O	0.0012
MEAmine	0.0000

DEMO

جدول۷-نتایج آنالیز گاز خروجی

www.SID.ir

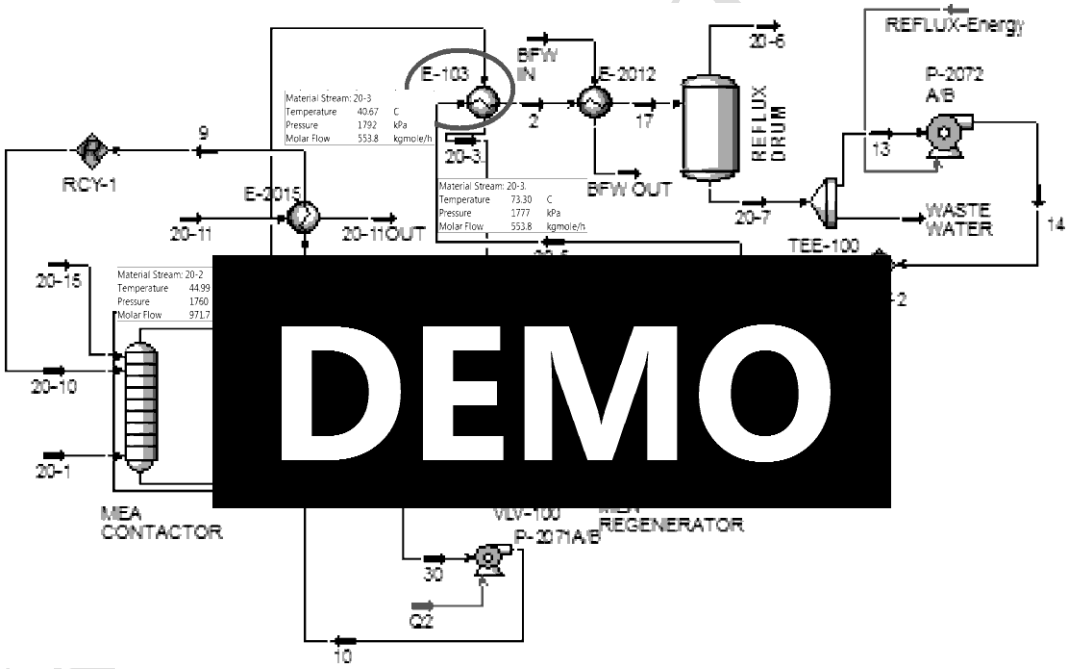
Archive of SID

مجموعه مقالات هشتمین همایش ملی مبدل گرمایی
دوم دی ماه ۱۳۹۵، ایران، تهران، مرکز همایش‌های صدا و سیما
۰۹۱۹۷۵۵۶۴۲۴ – (۰۲۱) ۸۸۶۷۱۶۷۶
مجریان: انجمن علمی مهندسی حرارتی و برودتی ایران و هم اندیشان انرژی کیمیا
ثبت شده در پایگاه استنادی جهان اسلام ISC
www.Mobadel.ir

DEMO
DEMO

۴- بهینه سازی واحد با در نظر گرفتن انتگراسیون حرارتی در فرایند :

مبدل حرارتی دستگاهی است که با انتقال حرارت بین دو یا چند سیال فرایندی از بار حرارتی هیتر و کولر می کاهد[۱]. در این راستا واحد را با نرم افزار شبیه سازی میکنیم که در آن مبدل حرارتی E-2014 همان مبدل حرارتی E-107 و همینطور مبدل حرارتی E-2015 همان کولر می باشد و مبدلهای حرارتی E-108 و E-103 همان دو مبدلی است که با توجه به آنالیز پینچ به سیستم اضافه شده اند. با پینچ قسمت تصفیه اتان واحد گرم کارخانه الفین یکی از مجتمعهای پتروشیمی منطقه ویژه اقتصادی ماهشهر و با ۳ مبدل حرارتی E-108 و E-103 و E-107 که همان مبدل حرارتی E-2014 میباشد لذا میزان ۳۸۸۶۰۶۰ kj/h انرژی در سطح تماس ۸۱۷/۳۸ m^2 برای جریانهای گرم به سرد از بار حرارتی کولرها کاسته شده و به نفع واحد بهسازی انرژی صورت گرفته است. به همین میزان انرژی که نیز برای جریانهای سرد جهت گرمایش از بار حرارتی هیترها کاسته می شود و جمعا برای کاسته شدن از بار حرارتی هیترها و کولرها به میزان دو برابر مقدار محاسبه شده در آیتم اول انرژی به نفع سیستم می گردد که برابر ۶۸۰۸۳۷۷۱۲۰۰kj/year معادل ۱۹۴۵۲۵۰ دلار در سال می باشد.



شکل۴–شبیه سازی واحد بهینه شده با نمایش مبدلهای حرارتی اضافه شده

در شکل فوق مبدلهای حرارتی E-108 وE-103 که با توجه به آنالیز پینچ به سیستم اضافه شده اند، مشخص شده است و با انتگراسیون حرارتی قسمت تصفیه اتان واحد گرم کارخانه الفین یکی از مجتمعهای پتروشیمی منطقه ویژه اقتصادی ماهشهر و با افزودن دو مبدل حرارتی فوق به فرایند قبلی میزان انرژی بازگشتی به سیستم برای جریانهای گرم به سرد برابر ۳۳۰۲۱۲۰kj/h معادل ۲۸۹۲۶۵۷۱۲۰۰kj/year در سطح تماس ۵۲۸/۲۸ m^2 از بار حرارتی کولرها کاسته شده که معادل ۲۸۹۲۶۵۷۱۲۰ تومان صرفه جویی در سال می باشد علاوه بر کاسته شدن از بار حرارتی هیترها از بار حرارتی کولرها هم

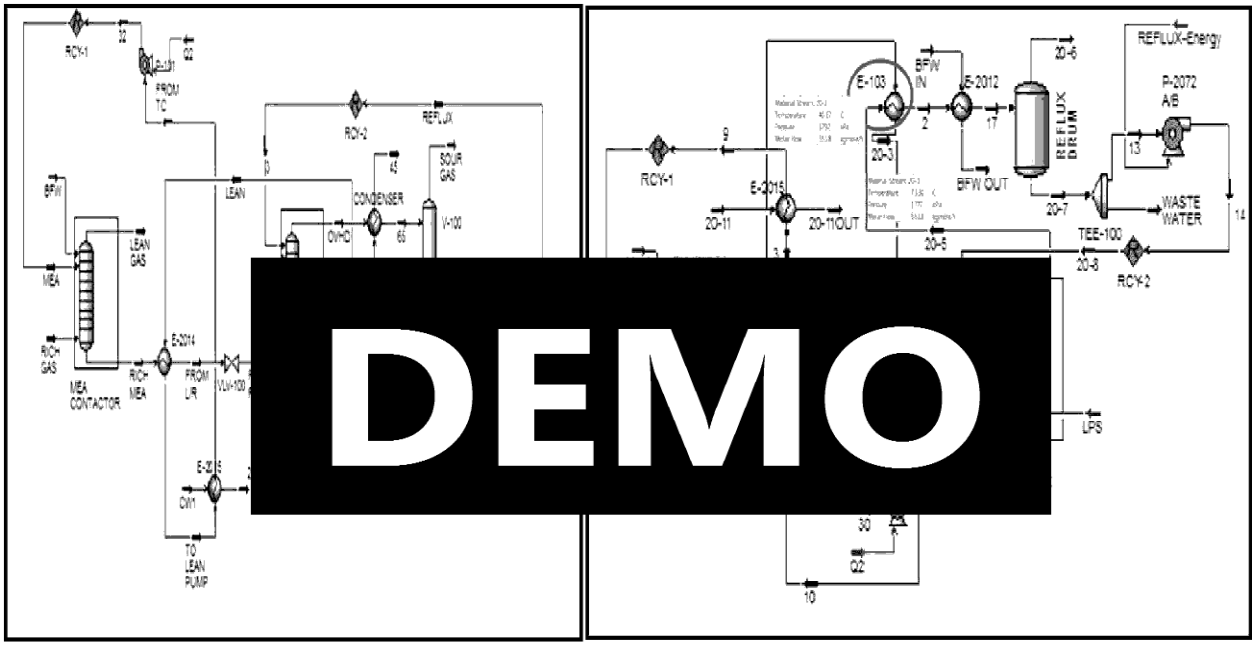
www.SID.ir

Archive of SID

مجموعه مقالات هشتمین همایش ملی مبدل گرمایی
دوم دی ماه ۱۳۹۵، ایران، تهران، مرکز همایش‌های صدا و سیما
۰۹۱۹۷۵۵۶۴۲۴ - (۰۲۱) ۸۸۶۷۱۶۷۶
مجریان: انجمن علمی مهندسی حرارتی و برودتی ایران و هم اندیشان انرژی کیمیا
ثبت شده در پایگاه استنادی جهان اسلام ISC
www.Mobadel.ir

DEMO
DEMO

کاسته می شود پس جمعا برای کاسته شدن از بار حرارتی هیترها و کولرها به میزان دو برابر مقدار محاسبه شده به نفع سیستم می گردد که برابر ۵۷۸۵۳۱۴۲۴۰۰kj/year معادل ۵۷۸۵۳۱۴۴۲۰ تومان در سال به نفع سیستم می باشد. حال به بررسی نتایج حاصل از گزارش گیری مبدلهای E-108 وE-103 توسط نرم افزار Aspen Hysys-Version 8.8 می پردازیم. در تحلیل نتایج حاصل از گزارش گیری مبدل حرارتی E-103 با میزان سطح تبادل حرارت برابر ۱۰/۵۸m^2 لذا میزان انرژی مورد تبادل در مبدل حراتی برابر با ۷۷۰۶۰ kj/hr می باشد و در تحلیل نتایج حاصل از گزارش گیری مبدل حرارتی E-108 با میزان سطح تبادل حرارت برابر ۵۱۷/۷m^2 لذا میزان انرژی مورد تبادل در مبدل حراتی برابر با ۱۵۷۴۰۰۰kj/hrمی باشد.



شکل۵– مقایسه دو واحد با یکدیگر

شکل فوق مقایسه دو واحد با یکدیگر در قبل و بعد از بهینه سازی است که در سمت راست واحد بهینه سازی شده و در سمت چپ واحد اولیه وجود دارد.

۵-نتیجه گیری :

۵-۱- میزان انرژی بازگشتی به سیستم ناشی از دو مبدل حرارتی E-108 و E-103 که برای جریانهای گرم به سرد برابر ۲۸۹۲۶۵۷۱۲۰۰kj/year از بار حرارتی کولرها کاسته شده که معادل ۲۸۹۲۶۵۷۱۲۰ تومان در سال می باشد علاوه بر کاسته شدن از بار حرارتی هیترها از بار حرارتی کولرها هم کاسته می شود پس جمعا برای کاسته شدن از بار حرارتی هیترها و کولرها به میزان دو برابر مقدار محاسبه شده به نفع سیستم می گردد که برابر ۵۷۸۵۳۱۴۲۴۰۰kj/year معادل ۵۷۸۵۳۱۴۴۲۰ تومان در سال می باشد.

www.SID.ir

Archive of SID

۵-۲- با بهینه سازی فرایند بکمک انتگراسیون حرارتی تعداد دو عدد مبدل حرارتیE-108 وE-103 به فرایند افزوده می شود.

۵-۳- مبدل حرارتی E-103 با میزان سطح تبادل حرارت برابر $۱۰/۵۸m^2$ لذا میزان انرژی مورد تبادل در آن برابر با kj/hr ۷۷۰۶۰ می باشد.

۵-۴-مبدل حرارتی E-108 با میزان سطح تبادل حرارت برابر $۵۱۷/۷m^2$ لذا میزان انرژی مورد تبادل در آن برابر با ۱۵۷۴۰۰۰kj/hrمی باشد.

۶-مراجع:

[۱].Process Heat Transfer, Donald Q.Kern,2002

[۲].Rules of Thumb for Chemical Engineers -Carl R. Branan4 nd. Ed,2011

[۳].Conceptual Design of Chemical Processes - James M.Douglas, 4nd.2007

[۴].Product Process Design Principles - Warren D.Seider, J.D.Seader, Daniel R.Lewin, 6nd,2013.

[۵]. M.M.Azma .MS In Chemical Engineering , National Iranian Company ,Hashemi-Nejad Refinery " Changes In Amines Solvent For Gas Sweetening Process"

[۶]. Documents of Amirkabir Petrocemical Company

[۷]. PFD & PID of Amirkabir Petrocemical Company

[۸].http://www.wikipedia.com

www.SID.ir